

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 434 847**

51 Int. Cl.:

C01B 3/38 (2006.01)

C01B 3/48 (2006.01)

C10K 3/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **31.12.2009** **E 09804180 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **06.11.2013** **EP 2367756**

54 Título: **Procedimiento de reducción de emisiones de dióxido de carbono**

30 Prioridad:

24.12.2008 US 343721

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

17.12.2013

73 Titular/es:

PRAXAIR TECHNOLOGY, INC. (100.0%)
39 Old Ridgebury Road
Danbury, CT 06810, US

72 Inventor/es:

DRNEVICH, RAYMOND, FRANCIS;
PAPAVASSILIOU, VASILIS y
SHAH, MINISH, MAHENDRA

74 Agente/Representante:

DE ELZABURU MÁRQUEZ, Alberto

ES 2 434 847 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Procedimiento de reducción de emisiones de dióxido de carbono

Campo de la invención

La presente invención se refiere a un procedimiento de reducción de emisiones de dióxido de carbono en una refinería en la que se producen corrientes de gas combustible mediante el reformado de una corriente que contiene hidrocarburos, compuesta en su totalidad o en parte de un gas de purga de refinería, a baja presión para reducir las pérdidas de metano y la separación de dióxido de carbono de una corriente reformada sometida a uno o más reactores de desplazamiento agua-gas. Más particularmente, la presente invención se refiere a un procedimiento en el que una de las corrientes de combustible se usa en calentar el reformador y la otra de las corrientes de combustible se devuelve al colector principal de combustible de la refinería.

Breve descripción de la invención

El reformado de metano con vapor de una corriente de alimentación que contiene hidrocarburo se lleva a cabo para producir hidrógeno para tales usos de refinería tales como tratamiento con hidrógeno o hidrocrackeo. Como resultado, los reformadores de metano con vapor son operados en conexión con instalaciones de refino de combustible. En las refineries se producen una diversidad de corrientes de gas de purga a partir de procesos tales como craqueo catalítico en lecho fluido, coquización, reformado catalítico, hidrocrackeo y similares. En general, todas estas corrientes se utilizan como combustible en los calentadores de proceso y en los generadores de vapor para producir vapor.

Sin embargo, como se puede apreciar, la combustión de los combustibles produce dióxido de carbono. La producción de dióxido de carbono se considera que contribuye a los gases de efecto invernadero y al cambio climático potencial. Por tanto, se ha realizado un esfuerzo a nivel mundial para reducir los gases de efecto invernadero que incluyen la reducción de la producción de dióxido de carbono en la atmósfera. Como se indica en Philips "CO₂ Management in Refineries", Foster Wheeler Energy Limited (2002), los calentadores de proceso producen casi la mitad del dióxido de carbono que se emite de las operaciones de refinería a la atmósfera en forma de gases de efecto invernadero. Como se indica en este artículo, la gasificación de los gases de purga de refinería se podría utilizar para producir combustibles e hidrógeno que permitiría una captura relativamente fácil de la mitad de las emisiones de dióxido de carbono en la refinería. El dióxido de carbono capturado se podría utilizar en los procesos mejorados de recuperación de petróleo.

En Simmonds *et al.*, "A study of very large scale post combustion carbon dioxide capture at a refining and petrochemical complex," se ha propuesto recoger el gas de combustión producido en la refinería y seguidamente capturar el dióxido de carbono en una planta de captura de dióxido de carbono para separar el dióxido de carbono para su uso posterior. En esta referencia se propone capturar el dióxido de carbono por una red de conductos de aproximadamente 2 kilómetros de longitud y que tienen un área en sección transversal máxima de 9 metros cuadrados. Se prevé en este artículo que el dióxido de carbono sea capturado mediante el uso de unidades de lavado de amina.

Otra fuente de emisiones de dióxido de carbono es el propio reformador de metano con vapor. Un reformador de metano con vapor produce un gas de síntesis en el que el hidrógeno se puede separar o usarse en procesos químicos corriente abajo. Tales procesos corriente abajo incluyen la producción de metanol y procesos de licuefacción de gases para combustibles sintéticos por medio del proceso de Fischer-Tropsch. En cualquier caso, el gas de síntesis se genera en un reformador de metano con vapor introduciendo una corriente alimentación que contiene hidrocarburos, de forma típica gas natural, en los tubos del reformador situados en una sección radiante del reformador de metano con vapor. Los tubos del reformador contienen un catalizador para promover las reacciones de reformado de metano con vapor en las que el vapor se hace reaccionar con los hidrocarburos para producir hidrógeno, monóxido de carbono, agua y dióxido de carbono. La corriente reformada resultante se hace reaccionar adicionalmente en uno o más reactores de desplazamiento agua-gas en los que el contenido de hidrógeno aumenta por la reacción del monóxido de carbono con el vapor. Esto da como resultado la formación de dióxido de carbono adicional. De forma típica, la corriente de la reacción de desplazamiento resultante se enfría y seguidamente se introduce a la unidad de adsorción por oscilación de presión en la que se separa el hidrógeno. Dicha separación del hidrógeno da como resultado una corriente de gas residual que se produce con un contenido de hidrógeno, metano, monóxido de carbono y dióxido de carbono. La corriente de gas residual se usa en parte en el calentamiento de los quemadores del reformador y también en los calentadores de corrientes de proceso para generar el vapor que se usa en la reacción de reformado de metano con vapor. Toda esta combustión contribuye a las emisiones de dióxido de carbono de la planta.

En la solicitud de patente de los Estados Unidos número de serie 2007/0232706 A1, se ha propuesto capturar el dióxido de carbono en la corriente de la reacción de desplazamiento, separando primero el dióxido de carbono en una unidad de adsorción por oscilación de presión de vacío en la que el adsorbente adsorbe el dióxido de carbono para producir una corriente rica en hidrógeno que se introduce en la unidad de adsorción por oscilación de presión. Durante la desorción del adsorbente, se produce una corriente rica en dióxido de carbono que, seguidamente se

procesa por compresión, enfriamiento, secado y purificación y, a continuación, se somete a procesos de destilación a temperatura inferior a la ambiente en una columna de destilación. Las colas de destilación líquidas resultantes se vaporiza en un intercambiador de calor principal que se usa en combinación con el proceso de destilación a temperatura inferior a la ambiente para producir una corriente rica en dióxido de carbono que se puede comprimir adicionalmente y usarse para procesos corriente abajo, por ejemplo, recuperación o aislamiento mejorados de petróleo. El vapor de dióxido de carbono puro que se produce como resultado de la destilación se puede calentar y reciclar de nuevo a la unidad de adsorción por oscilación de presión para procesado adicional junto con la corriente de alimentación de gas de síntesis de entrada.

Los gases de purga de refinería son una corriente que contiene hidrocarburos que se podría reformar potencialmente en un reformador de metano con vapor. Sin embargo, tales corrientes tienen frecuentemente un alto contenido de olefinas que desactivaría el catalizador en el reformador de metano con vapor. En la patente de los Estados Unidos n.º 7.037.485, se describe que dicha corriente de gas de purga de refinería se puede comprimir y tratar en un lecho previo para separar las especies de metales y azufre y, luego, sola o combinada con el gas natural introducirse en un reactor para que el hidrógeno reaccione catalíticamente con los hidrocarburos y cualquier compuesto de azufre para formar hidrocarburos saturados y sulfuro de hidrógeno. Si la corriente de entrada no contiene suficiente hidrógeno, se puede reciclar hidrógeno desde la unidad de adsorción por oscilación de presión. De forma alternativa, también se puede añadir una corriente de oxígeno para que reaccione con los hidrocarburos, el hidrógeno y los compuestos de azufre contenidos en la alimentación para que se produzcan más hidrógeno y monóxido de carbono. La corriente resultante se puede hacer pasar entonces a lechos de eliminación de azufre tales como un lecho de óxido de zinc para eliminar el sulfuro de hidrógeno y la corriente resultante se puede combinar con vapor y reaccionar con seguridad en el reformador de metano con vapor.

Como será describirá, la presente invención proporciona un procedimiento de reducción de emisiones de dióxido de carbono en una refinería que, entre otras ventajas, no requiere complejas redes de tuberías para recoger el gas de combustión y no produce un gas residual rico en dióxido de carbono como combustible para el reformador de metano con vapor. El dióxido de carbono que se separa de acuerdo con la presente invención se aísla de este modo del combustible y está disponible para otros procesos tales como la recuperación mejorada de petróleo.

Sumario de la invención

La presente invención proporciona un procedimiento de reducción de emisiones de dióxido de carbono en una refinería. De acuerdo con el procedimiento, se obtiene una corriente de gas de purga de refinería corriente arriba de un colector principal de combustible y corriente abajo de una unidad de eliminación de azufre de la refinería. A continuación, se produce una corriente de reacción a partir de una corriente calentada que contiene hidrocarburos compuesta al menos en parte de una corriente de gas de purga de refinería por la reacción catalítica de hidrógeno con hidrocarburos y compuestos de azufre residuales presentes en la corriente que contiene hidrocarburos sin oxígeno de modo que la corriente de reacción contenga hidrocarburos saturados y sulfuro de hidrógeno formado a partir de la hidrogenación de los hidrocarburos y los compuestos de azufre, respectivamente. De forma alternativa, puede producirse reacción catalítica entre oxígeno, vapor y los hidrocarburos y el hidrógeno con los compuestos de azufre para que la corriente de reacción contenga hidrógeno, hidrocarburos saturados, monóxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno adicionales.

La corriente de reacción se enfría y el sulfuro de hidrógeno se adsorbe en la corriente de reacción para producir una corriente de reacción tratada que se combina con una corriente de vapor para producir una corriente reactante. Se forma una corriente reformada que comprende hidrógeno, monóxido de carbono, vapor y dióxido de carbono. La corriente reformada se forma, al menos en parte, al someter la corriente reactante al reformado de metano con vapor en un reformador de metano con vapor calentado por un combustible. El reformado de metano con vapor se lleva a cabo a una presión de 862 kPa a 2068 kPa (125 psia a 300 psia) y no menor de 344 kPa a 1034 kPa (50 psia a 150 psia) por encima de la presión del colector principal de combustible del colector principal de combustible de la refinería y, preferiblemente, de 517 kPa a 758 kPa (75 psia a 110 psia) por encima de la presión del colector principal de combustible de la refinería. Además, el reformado de metano con vapor se lleva a cabo con una relación de vapor a carbono de 2,0 a 3,5 para producir de este modo los productos de reacción a partir del reformado de metano con vapor que tienen un contenido de metano no mayor de aproximadamente un 2,0% mol.

El monóxido de carbono y el vapor contenidos en la corriente reformada se hacen reaccionar en al menos un reactor de desplazamiento agua-gas tal que se produzca una corriente de la reacción de desplazamiento con un contenido de hidrógeno y de dióxido de carbono mayor que el de la corriente reformada.

El dióxido de carbono se separa de la corriente de la reacción de desplazamiento para producir una corriente de gas que contiene dióxido de carbono y una corriente de gas que contiene hidrógeno. Se producen una primera corriente de gas combustible que contiene hidrógeno y una segunda corriente de gas combustible que contiene hidrógeno a partir de la corriente de gas que contiene hidrógeno. La primera corriente de gas combustible que contiene hidrógeno se devuelve al colector principal de gas combustible de la refinería y la segunda corriente de gas combustible que contiene hidrógeno se utiliza para suministrar al menos parte del combustible al reformador de metano con vapor.

Como se puede apreciar a partir de la descripción anterior, puesto que el gas combustible que se utilizará de este modo en la refinería, contiene evidentemente un menor contenido de dióxido de carbono, se reducirán las emisiones resultantes de dióxido de carbono de la refinería. Por otro lado, puesto que el reformado de metano con vapor se lleva a cabo a una presión reducida en comparación con una operación de reformado de metano con vapor convencional habrá un menor grado de metano sin reaccionar y, por tanto, menos carbono en las corrientes de gas combustible que contienen hidrógeno para formar dióxido de carbono después de la combustión de dicho combustible.

La corriente de reacción se forma preferiblemente poniendo en contacto el hidrógeno, los hidrocarburos y los compuestos de azufre o, de forma alternativa, el oxígeno, el vapor, los hidrocarburos, el hidrógeno y los compuestos de azufre con un catalizador capaz de promover las reacciones de hidrogenación y de oxidación parcial. Adicionalmente, el monóxido de carbono y el vapor contenidos en la corriente reformada se hacen reaccionar preferiblemente en un reactor de desplazamiento agua-gas de alta temperatura y en un reactor de desplazamiento agua-gas de baja temperatura en comunicación de fluido con el reactor de desplazamiento agua-gas de alta temperatura. En tal caso, la corriente que contiene hidrocarburos se puede calentar por medio del intercambio indirecto de calor con una corriente de la reacción de desplazamiento parcial descargada del reactor de desplazamiento agua-gas de alta temperatura al reactor de desplazamiento agua-gas de baja temperatura.

La producción de dióxido de carbono se puede aumentar introduciendo una corriente de producto reformada descargada desde el reformador de metano con vapor al reformador secundario con oxígeno. El contenido de metano de la corriente de producto reformada se puede convertir entonces a más hidrógeno y monóxido de carbono adicionales en el reformador secundario, produciendo de este modo la corriente reformadora.

En una realización específica de la presente invención, el dióxido de carbono se puede separar de la corriente de la reacción de desplazamiento por el contacto contracorriente de la corriente de la reacción de desplazamiento con un disolvente basado en amina en una columna de adsorción, produciendo de este modo la corriente de gas que contiene hidrógeno y el disolvente cargado con dióxido de carbono. El dióxido de carbono se separa del disolvente cargado con dióxido de carbono en una columna de destilación produciendo la corriente de gas que contiene dióxido de carbono y el disolvente regenerado para su uso en la columna de adsorción. La corriente de gas que contiene hidrógeno resultante se seca y, a continuación, se separa en la primera corriente de gas combustible que contiene hidrógeno y la segunda corriente de gas combustible que contiene hidrógeno.

Breve descripción de los dibujos

Aunque la presente invención concluya con las reivindicaciones que indican claramente la materia objeto que los solicitantes consideran como su invención, se cree que la invención se comprenderá mejor cuando se tome en relación con los dibujos adjuntos, en los que:

La figura 1 es un diagrama esquemático de una instalación de reformado de metano con vapor para llevar a cabo un procedimiento de acuerdo con la presente invención;

La figura 2 ilustra una unidad de amina que se usa para mover el dióxido de carbono desde la corriente de la reacción de desplazamiento antes de formar la corriente de gas combustible que contiene hidrógeno;

La figura 3 ilustra una realización alternativa de la figura 1; y

La figura 4 ilustra una realización alternativa de la figura 1.

Descripción detallada

Con referencia a la figura 1, se ilustra una instalación de reformado de metano con vapor 1 en la que se origina una corriente que contiene hidrocarburos que se va a reformar mediante el reformado de metano con vapor como una corriente de gas de purga de refinería 10 de entrada que se obtiene corriente arriba de un colector principal de gas combustible de la refinería y corriente abajo de una unidad de eliminación de azufre que es, de forma típica, un sistema de amina conocido en la técnica. Sin embargo, se sobrentiende que esto es únicamente para los propósitos de ilustración y, de hecho, se podría mezclar gas natural con la corriente de gas de purga de refinería 10 y seguidamente se podría procesar el mismo según lo descrito más adelante en el presente documento.

La corriente de gas de purga de refinería 10 podría ser un gas de purga de craqueo catalítico fluido, un gas de refinería dulce, un gas de purga de coquización u otro tipo de gas que contenga altas cantidades de hidrocarburos con dos o más átomos de carbono. De forma típica, una corriente de gas de purga de refinería contendrá no menos de aproximadamente un 50% en volumen en base seca de hidrocarburos y/o al menos un 3% en volumen de olefinas. Las composiciones típicas de tales corrientes son, sin embargo, bien conocidas y varían ampliamente dependiendo de las configuraciones de la refinería y de los modos de operación de la refinería. El contenido de azufre de tales corrientes de alimentación puede variar de aproximadamente 5 partes por millón y aproximadamente 200 partes por millón y el contenido de azufre se dividirá entre los mercaptanos y el sulfuro de hidrógeno.

La corriente de gas de purga de refinería 10 se comprime en un compresor 12 para producir una corriente de gas de

purga de refinería comprimida 14. El gas de purga de refinería típico está disponible a una presión menor de 781 kPa (100 psig) tal que se requiere compresión para superar la pérdida de carga asociada con el procesado del gas. Suponiendo que la corriente de gas combustible que contiene hidrógeno que se va a producir se utilizará a la misma presión, entonces, la presión de descarga del compresor 12 variará de 1480 kPa a 2170 kPa (200 psig a 300 psig).

- 5 El objetivo en la presente es llevar a cabo el reformado de metano con vapor, que se describirá, a una presión de 862 kPa a 2068 kPa (125 psia a 300 psia) y no menor de 344 kPa a 1034 kPa (50 psia a 150 psia) por encima de la presión del colector principal de combustible para que una corriente de gas combustible que contiene hidrógeno con bajo contenido de carbono se pueda devolver al colector principal.

- 10 Después de lo anterior, la corriente de gas de purga de refinería comprimida se introduce entonces en un lecho previo 16 que contiene un adsorbente conocido que, de forma típica, está basado en hierro y que se usa para reducir las especies de azufre a menos de aproximadamente 25 partes por millón y los metales pesados. La corriente de gas de purga de refinería comprimida 18 tratada resultante se precalienta entonces en un calentador de alimentación 20 a una temperatura no mayor de aproximadamente 482 °C (900 °F) para evitar el craqueo de los hidrocarburos de mayor orden que están contenidos en dicha corriente. La corriente de gas de purga de refinería calentada resultante 24 se introduce entonces a un reactor catalítico 26 junto con la corriente de oxígeno 28 y la corriente de vapor 30 según sea necesario. Se han dispuesto válvulas de corte 32 y 34 para controlar la adición del oxígeno y vapor.

- 15 El reactor catalítico 26 tiene dos modos de operación. En un primer modo de operación de hidrogenación, las válvulas 32 y 34 están normalmente cerradas. Sin embargo, la válvula 34 se puede abrir para controlar las temperaturas en el reactor catalítico 26, particularmente en el caso en el que la corriente de gas de purga de refinería 10 tenga una alta concentración de olefinas.

- 20 En el modo de operación de hidrogenación catalítica, los hidrocarburos catalogados como saturados se producirán a partir de las olefinas presentes en la corriente de alimentación y también se reducirán los compuestos de azufre, tales como sulfuro de carbonilo, mercaptanos, tiofenos y otras especies de azufre orgánico, a sulfuro de hidrógeno para el tratamiento posterior. El hidrógeno reacciona con los hidrocarburos de orden superior y las olefinas para producir preferiblemente una corriente de reacción 36 a una temperatura mayor de aproximadamente 400 °C.

- 25 Durante un modo oxidativo catalítico de operación las válvulas 32 y 34 se configuran en las posiciones abiertas para producir una relación de oxígeno a carbono menor de aproximadamente 0,25 y una relación de vapor a carbono menor de 1,0. La corriente de oxígeno 28 puede ser aire, aire enriquecido con oxígeno u otro gas que contiene oxígeno y es preferiblemente una corriente enriquecida con oxígeno que contiene oxígeno en una cantidad de aproximadamente un 85% en volumen o mayor. Los hidrocarburos contenidos en la corriente de gas de purga de refinería calentada 24 reaccionan con el oxígeno y vapor para producir la corriente de reacción 36 con un contenido de hidrocarburos que preferiblemente consiste en metano, menos de un 0,5% de olefinas en volumen en una base seca, menos de un 10% de alcanos con dos o más átomos de carbono en una base seca, no más de aproximadamente un 1% en volumen en una base seca de hidrocarburos distintos a los alcanos y olefinas y un contenido restante que comprende hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono y agua. Las especies de azufre también se reducen químicamente a sulfuro de hidrógeno. El oxígeno 28 se alimenta en una cantidad suficiente tal que la corriente de reacción 36 tiene una temperatura de 500 °C a 860 °C.

- 30 El catalizador contenido en el reactor catalítico 26 tiene que ser capaz de funcionar en un modo de hidrogenación y en un modo de oxidación parcial. Se pueden obtener catalizadores útiles de Sud-Chemie of Louisville, KY, Estados Unidos, que está en forma de un monolito que se comercializa como PC-POX 1 en FeCrAlY. Se pueden catalizadores similares de otros suministradores. El tiempo de residencia típico en un reactor que tiene un catalizador capaz de actividad de hidrogenación y de oxidación parcial se seleccionará para producir las velocidades espaciales que varíen de al menos 10.000 a 100.000 horas⁻¹.

- 35 El funcionamiento del reactor catalítico se describe con detalle en la patente de los Estados Unidos n.º 7.037.485, propiedad del cesionario del presente documento. Sin embargo, se apreciará que la presente invención no está limitada a dicho reactor porque asumiendo que una composición de alimentación apropiada, por ejemplo, una que tenga una baja concentración de alcanos con dos o más átomos de carbono, se puede obtener el mismo efecto en un reactor de hidrotratamiento. Por otro lado, son posibles dos reactores especialmente diseñados de hidrogenación y de oxidación parcial al cambiar entre los reactores.

- 40 La corriente de reacción 36 se enfría entonces en un sistema de intercambio de calor/caldera 38 a una temperatura de aproximadamente 371 °C (700 °F) para generar el vapor y, a continuación, se introduce en otro lecho de eliminación de azufre 40, preferiblemente un lecho de óxido de zinc, para formar una corriente de reacción tratada 42 que entonces se combina con una corriente de vapor sobrecalentada 44 para producir una corriente reactante 46 que sirve como corriente de alimentación a un reformador de metano con vapor 48 ("SMR" del inglés Steam Methane Reformer).

El reformador de metano con vapor 48 tiene una sección radiante 50 y una sección de convección 52. Los quemadores 54 y 56 encienden la sección radiante 50 para calentar los tubos de reactor 58. Según lo conocido en la técnica, en cualquier reformador de metano con vapor se podrían disponer múltiples quemadores 54 y 56 así como varios cientos de tubos de reactor 58.

Los tubos de reactor 58 se alimentan por la corriente reactante 46 después de que la corriente reactante 46 se haya calentado en la sección de convección 52 del reformador de metano con vapor 50. A este respecto, se produce una corriente de gas de combustión 59 por la combustión que se produce en la sección radiante 50 que se utiliza entonces para calentar la corriente reactante 46 en un intercambiador de calor 60 ubicado en la sección de convección 52. Además, los intercambiadores de calor 61, 62 y 64 también están dispuestos en la sección de convección 52 para generar el vapor y así sobrecalentar el vapor. El vapor es generado en calderín de vapor 66 mediante el paso de una corriente de agua de alimentación de caldera 68 a los intercambiadores de calor 61 y 62 para producir una corriente que contiene vapor 70 que se retroalimenta al calderín de vapor 66. Además, el vapor generado en las unidades de generación de vapor, tal como la unidad de generación de vapor 38, también se podría alimentar al calderín de vapor 66. El calderín de vapor 66 se alimenta con el agua de alimentación de caldera calentada de una forma que será descrita y que, en cualquier caso, es convencional. El vapor resultante se alimenta como una corriente de vapor 72 al sobrecalentador de vapor 64 para producir la corriente de vapor sobrecalentado 74 que se divide en la corriente de vapor sobrecalentado 44 y una corriente de vapor de exportación 76. Si se usa una unidad de amina para la separación de dióxido de carbono parte del vapor de exportación se podría utilizar para llevar a cabo la regeneración de la amina.

La corriente de gas de combustión 59 pasa entonces a la unidad de reducción catalítica selectiva ("SCR del inglés Selective Catalytic Reduction") 78 para la eliminación de los óxidos de nitrógeno. El gas combustible tratado pasa entonces a través del calentador de aire de combustión 80 para producir una corriente de aire de combustión calentada 82 a partir de una corriente de alimentación de aire 84. El gas de combustión se descarga entonces como un gas de chimenea 86 desde la chimenea de combustión 88. Como se describirá, la corriente de aire de combustión calentada 82 soporta la combustión del combustible que se utiliza en los quemadores de calentamiento 54 y 56.

Como se conoce en la técnica, la reacción del vapor y los hidrocarburos en los tubos de reacción rellenos con catalizador 58 produce una corriente reformada 90 que contiene vapor, hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono y una pequeña cantidad de metano conocida como metano sin reaccionar. De acuerdo con la presente invención y como se indicado antes, las condiciones de operación del reformado de metano con vapor están en una presión de aproximadamente 862 kPa a 2068 kPa (125 psia a 300 psia) y una relación de vapor a carbono de 2,0 a 3,0. Puesto que es un propósito de la presente invención devolver un combustible que contiene hidrógeno, puro en dióxido de carbono, monóxido de carbono e hidrocarburos al colector principal de combustible de la refinería, el reformado de metano con vapor se llevará a cabo a una presión de 344 kPa a 1034 kPa (50 psia a 150 psia) por encima de la presión del colector principal de combustible y preferiblemente, de 517 kPa a 758 kPa (75 psia a 110 psia) por encima de la presión del colector principal de combustible de refinería.

La presión más baja contemplada por la presente invención maximiza la conversión del metano en hidrógeno y monóxido de carbono y garantizará que la concentración de metano en la corriente reformada 90, también conocida como metano sin reaccionar, será no mayor de aproximadamente un 2,0% mol en una base húmeda. De forma típica, las operaciones de reformado de metano con vapor se llevan a cabo a una presión de 2413 kPa a 3103 kPa (350 psia a 450 psia) y bajo tales circunstancias el metano sin reaccionar es, de forma típica, de aproximadamente un 3% mol en una base húmeda. La relación de vapor a carbono se seleccionará dependiendo de la alimentación real de una manera bien conocida en la técnica que favorecerá la producción de hidrógeno. Sin embargo, dicha relación no tendrá un efecto importante sobre el grado de conversión que se puede obtener debido a las bajas presiones de operación contempladas por la presente invención. Como se puede apreciar, la conversión más completa del metano dará lugar a menos metano presente en el combustible que se creará de acuerdo con la presente invención y, por lo tanto, a emisiones de dióxido de carbono más bajas después de la combustión de tal combustible. A este respecto, una composición típica de la corriente reformada 90 sería menor de un 1% mol en una base húmeda. Esto se compara con una composición típica de una corriente reformada en un reformador de metano con vapor que opera a las presiones convencionales que contendría más de un 3% mol en una base húmeda.

A continuación, la corriente reformada 90 se enfría en un calentador de vapor de proceso 92, que también se puede utilizar para generar el vapor para el calderín de vapor 66, a una temperatura de aproximadamente de 316 °C (600 °F) y seguidamente se introduce en una unidad de conversión de desplazamiento de alta temperatura 94. Las unidades de conversión de desplazamiento de alta temperatura tienen de forma típica una temperatura de entrada de aproximadamente 288 °C a 371 °C (550 °F a 700 °F). En la unidad de conversión de desplazamiento de alta temperatura 94, la corriente reformada 90 se somete a las reacciones de desplazamiento agua-gas conocidas en las que el vapor reacciona con el monóxido de carbono para producir una corriente de la reacción de desplazamiento 96 que contiene hidrógeno y dióxido de carbono adicionales en la corriente reformada 90. Una relación molar común de hidrógeno a monóxido de carbono de la corriente de la reacción de desplazamiento 96 sería de aproximadamente 15.

La corriente de la reacción de desplazamiento 96 se introduce en el calentador de alimentación 20 para formar la corriente de gas de purga de refinería 24. La corriente de la reacción de desplazamiento 96, que se ha enfriado así hasta una temperatura de 166 °C (330 °F) se hace pasar entonces a través de un calentador de agua de alimentación de caldera 98. A continuación, la corriente de la reacción de desplazamiento 96 se enfría entonces hasta una temperatura casi ambiente en un enfriador 102 por intercambio de calor indirecto con aire o agua para producir una corriente de la reacción de desplazamiento a temperatura ambiente 104.

El dióxido de carbono se elimina entonces de la corriente de la reacción de desplazamiento a temperatura ambiente 104 en una unidad de absorción de amina 106 para producir una corriente de gas que contiene dióxido de carbono 108 de aproximadamente un 99% mol de pureza y una corriente de gas que contiene hidrógeno 110. La corriente de gas que contiene hidrógeno 110 se hace pasar entonces a través de un secador 112 que puede ser una unidad de adsorción por oscilación de temperatura. Como es bien conocido en la técnica, dicha unidad tiene lechos de adsorbente, de forma típica, alúmina, que operan dentro y fuera del ciclo de fase de modo que, mientras un lecho es adsorbente de humedad, el otro lecho es regenerado sometiéndose a una temperatura más alta y a una presión más baja que el lecho en línea. La eliminación de la humedad produce una corriente de gas que contiene hidrógeno seco 114 que se puede dividir en una primera corriente de combustible que contiene hidrógeno 116 y una segunda corriente de combustible que contiene hidrógeno 118. La corriente de gas que contiene hidrógeno seco 114 tendría una composición como sigue: ~92% mol de hidrógeno, aproximadamente 5% mol de monóxido de carbono, 2% mol de dióxido de carbono, aproximadamente 0,7% mol de metano y aproximadamente 0,3% de nitrógeno, basado en una eficacia de eliminación de dióxido de carbono del 90%. La primera corriente de combustible que contiene hidrógeno 116 se alimenta directamente de vuelta al colector principal de combustible de la refinería. La segunda corriente de combustible que contiene hidrógeno 118 se alimenta de vuelta al reformador de metano con vapor 48 para que sirva preferiblemente como todo el combustible para los quemadores 54 y 56. A este respecto, se puede tener que usar un poco de gas natural como combustible de quemador dependiendo de las características del quemador. A este respecto, la segunda corriente de combustible que contiene hidrógeno 118 puede, por lo tanto, servir como parte del combustible para la unidad de reformado de metano con vapor 48. Usar gas natural como combustible de quemador es menos preferido debido a que se expulsará más dióxido de carbono al medio ambiente. Otro punto es que la segunda corriente de combustible que contiene hidrógeno 118 se podría tomar antes del secador 112 y contendría así más humedad que la primera corriente de combustible que contiene hidrógeno 116.

La corriente de gas que contiene dióxido de carbono 108 se podría recoger directamente o se podría aprovechar ventajosamente para otros usos industriales. Para tales propósitos, la corriente de gas que contiene dióxido de carbono 108 se podría comprimir por un compresor de producto y después hacerla pasar a una tubería para la separación o recuperación mejoradas del petróleo.

Como se puede ser apreciar a partir del análisis anterior, el uso de la segunda corriente de gas combustible que contiene hidrógeno 118 que tiene una baja concentración de dióxido de carbono dará lugar a menos emisiones de dióxido de carbono en la corriente de gas de chimenea 86. Lo mismo se aplicaría con respecto al uso de la primera corriente de gas combustible que contiene hidrógeno 116 al proporcionar el combustible al resto de la refinería. Así, se puede observar que el reformador de metano con vapor 48 en efecto se utiliza para convertir la corriente de gas de purga de refinería 10 a una corriente de gas de purga que contiene hidrógeno que tiene una cantidad reducida de especies que contienen carbono y se puede utilizar en una instalación de refinería con emisiones reducidas de dióxido de carbono.

Con relación a la figura 2, en la unidad de amina 106, la corriente de la reacción de desplazamiento a temperatura ambiente 104 se introduce en una columna de absorción 122 que se diseña para utilizar el disolvente basado en amina. El disolvente basado en amina se introduce como corriente de disolvente regenerada 124 en la sección superior de la columna de absorción 122. En la columna 122 se ha dispuesto un conjunto de elementos de contacto de transferencia de masa 126 para hacer que el disolvente descendente entre en contacto con la fase de vapor ascendente que contiene dióxido de carbono e hidrógeno que se introduce por la corriente de la reacción de desplazamiento a temperatura ambiente 104 a través de una sección inferior de la columna de absorción 122. Tales elementos de contacto de transferencia de masa pueden ser bandejas o rellenos. Como resultado del contacto entre tal fase de vapor y el disolvente, se forma un gas rico en hidrógeno como cabeza de la columna en la columna de absorción 122 y se forma un líquido rico en dióxido de carbono como colas de la columna líquidas en la columna de absorción 122. La corriente de gas que contiene hidrógeno 110 se extrae de una sección superior de la columna de absorción 122 y está constituida de cabeza de la columna que contiene hidrógeno de la columna de absorción 122. A medida que el disolvente desciende en la columna de absorción 122, este cada vez es más rico en dióxido de carbono para formar un líquido rico en dióxido de carbono como las colas de la columna líquidas que se extraen como una corriente líquida rica 128.

Preferiblemente, la temperatura de la columna de absorción 122 se mantiene entre 37,8°C y 76,7 °C (100 °F y 170 °F). La presión de operación de la columna de absorción 122 se mantiene en el mismo nivel que la alimentación entrante de la corriente de gas que contiene hidrógeno 96. La mayor parte del dióxido de carbono contenido en la corriente de gas que contiene hidrógeno y dióxido de carbono 96 se absorbe dentro del disolvente.

El disolvente cargado con dióxido de carbono se puede pasar como la corriente líquida rica 128 a una zona de regeneración para regenerar el disolvente y de este modo producir el dióxido de carbono que se ha separado así de la corriente de alimentación entrante. Esto se logra introduciendo la corriente líquida rica 128 a través de un intercambiador de calor 130 e introduciendo luego la corriente líquida rica 128 en una columna de destilación cercana a la presión ambiente 132. El líquido restante cargado con disolvente, desciende por los elementos de contacto de transferencia de masa 134 dispuestos en la columna de destilación 132 para producir otras colas de la columna líquidas. Un calentador 136 calienta dichas colas de la columna líquidas sin la ebullición de las mismas para producir un vapor ascendente que se desplazará y por lo tanto, separará el dióxido de carbono del líquido para producir el dióxido de carbono como cabeza de la columna. Una corriente de cabeza de columna 138 se extrae e

introduce en el recipiente de separación 140 para separar el dióxido de carbono de cualquier disolvente. Dicho disolvente separado se introduce como una corriente de reflujo 141 nuevamente en la columna de destilación 132 y en los elementos de contacto de transferencia de masa 134 para arrastrar cualquier disolvente que pueda estar presente en la cabeza de la columna de dióxido de carbono. La corriente de gas que contiene dióxido de carbono 108 que resulta de lo anterior se puede utilizar como se ha descrito anteriormente.

El disolvente regenerado contenido en las colas de la columna líquidas en la columna de destilación 132 se extrae como corriente de disolvente regenerada 124 que es bombeada por una bomba 142 hasta la presión de la columna de absorción 126, enfriada en el intercambiador de calor 130 y seguidamente se hace pasar a través de un enfriador 144 y la columna de absorción 126.

El uso de dicho sistema es solamente una forma de separar el dióxido de carbono. Por ejemplo, el dióxido de carbono se podría separar de la manera mostrada en la solicitud de patente de los Estados Unidos número de serie 2007/0232706 A1. De acuerdo con esta solicitud de patente publicada, la corriente de la reacción de desplazamiento 96 se podría introducir en una unidad de adsorción por oscilación de presión de vacío de dióxido de carbono que utiliza lechos absorbentes que contienen un absorbente, tal como alúmina, para absorber el dióxido de carbono de la corriente de la reacción de desplazamiento 96. La adsorción produciría una corriente de gas que contiene dióxido de carbono y una corriente rica en hidrógeno que podrían ser utilizadas en la formación de la primera y segunda corrientes de gas combustible que contienen hidrógeno 116 y 118. La corriente de gas que contiene dióxido de carbono se podría entonces procesar adicionalmente en un sistema de columna de destilación de temperatura inferior a la ambiente para producir una corriente de dióxido de carbono que se tomará como producto.

Con referencia a la figura 3, en una realización alternativa, una corriente de la reacción de desplazamiento parcial 95 de la primera unidad de conversión de desplazamiento de alta temperatura 94 después del calentador de alimentación 20 se puede alimentar a una unidad de conversión de desplazamiento de baja temperatura 146 a una temperatura de 177°C a 232°C (350 °F a 450 °F). Los calentadores de agua de alimentación de caldera o generadores de vapor de baja presión se podrían utilizar en lugar del calentador de alimentación 20. Como se puede apreciar, la corriente de la reacción de desplazamiento parcial 95 contendrá invariablemente vapor y monóxido de carbono que pueden reaccionar en la unidad de conversión de desplazamiento de baja temperatura 146 para aumentar el contenido de hidrógeno y dióxido de carbono que se procesará adicionalmente en una corriente de la reacción de desplazamiento 96' descargada de dicha unidad. A este respecto, la relación molar de hidrógeno a monóxido de carbono de la corriente de la reacción de desplazamiento 96' es de aproximadamente 70. La realización mostrada en esta figura funciona por otro lado de la misma manera que la mostrada en la figura 1.

La figura 4 ilustra otra realización más de la figura 1 que se diseña para disminuir la cantidad de metano que está presente en las corrientes de gas combustible que contienen hidrógeno 116 y 118 y, por lo tanto, la cantidad de emisiones de dióxido de carbono creadas durante la combustión de dicho combustible. En esta realización, se usa un reformador secundario 148. Dicho reformador bien conocido en la técnica utiliza un quemador que se calienta en un lecho de catalizador. Se proporciona una corriente que contiene oxígeno 150 para soportar dicha combustión. En dicha realización, la corriente de producto reformada 90' del reformador de metano con vapor 48 se introduce en el reformador secundario para convertir el contenido de metano del mismo para producir hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono adicionales para producir una corriente reformada 90". El hidrógeno y dióxido de carbono en la corriente reformada 90" reaccionan entonces en la unidad de conversión de desplazamiento 94 corriente abajo para producir hidrógeno y dióxido de carbono adicionales.

La tabla siguiente ilustra ejemplos simulados para ilustrar posibles comparaciones de operación de emisiones de dióxido de carbono que se obtendrán en la técnica anterior (Casos 1 y 2) y en la presente invención (Casos 3 y 4). En la tabla, el Caso 1 es una ilustración de las emisiones de dióxido de carbono de refinería que se obtendrían de la combustión de una corriente de gas que contiene hidrocarburo típica. Se eligió gas natural como sustitutivo del gas de refinería. El Caso 2 ilustra que las emisiones de dióxido de carbono que se producirían en una refinería usando hidrógeno como combustible que se produce de un reformador de metano con vapor convencional que opera de 2413 kPa a 3103 kPa (350 psia a 450 psia) con la eliminación de dióxido de carbono antes de la unidad de adsorción por oscilación de presión para la producción de hidrógeno. El Caso 3 y Caso 4 son los resultados previstos de la presente invención llevada a cabo de acuerdo con las Figuras 1 y 2, respectivamente. El Caso 4 muestra que la configuración mostrada en la Figura 3 emite un 72% menos de dióxido de carbono cuando el combustible rico en hidrógeno se quema en la refinería en comparación a cuando se quema una corriente de gas que contiene hidrocarburos comunes. Además, si todo el vapor de exportación se puede utilizar para compensar la combustión de una corriente de gas que contiene hidrocarburos comunes para producir ese vapor, las emisiones de dióxido de carbono evitadas reales son casi de un 85% menos que los niveles de emisión típicos para la combustión de gases que contienen hidrocarburos.

Numero de caso	1	2	3	4
Relación de vapor a carbono en el reformador de metano con vapor	-	2,8	2,8	2,8
Presión de alimentación de reformador de metano con vapor, kPa (psia)	-	2861 (415)	1276 (185)	1276 (185)
CO ₂ emitido, kmol/h (lb mol/h) del reformador de metano con vapor, calderas y hornos calentadores en una refinería basada en los siguientes flujos de gas combustible	1269,2 (2798,2)	655,6 (1445,3)	555,5 (1224,6)	252,1 (555,8)
Flujo de gas combustible, kmol/h (lb mol/h) a la refinería para las calderas y hornos calentadores				
H ₂		3491,4 (7697,2)	3042,9 (6708,4)	2841,6 (6264,7)
O ₂				
N ₂	3,8 (8,3)		2,5 (5,6)	2,2 (4,9)
H ₂ O			51 (112,5)	47,1 (103,9)
CO			204,1 (449,9)	40,7 (89,8)
CO ₂	6,3 (13,8)		61,1 (134,7)	68,2 (150,3)
CH ₄	1226,6 (2704,2)		33 (72,8)	29,3 (64,6)
C ₂ H ₆	16,3 (35,9)		0,0 (0,0)	0,0 (0,0)
C ₃ H ₈	1,3 (2,8)			
Total, kmol/h (lb mol/h)	1254,2 (2765,0)	3491,4 (7697,2)	3394,6 (7483,8)	3029,2 (6678,2)
Flujo de gas combustible, MW/h (MMBtu (poder calorífico inferior)/h)	281,5 (960,3)	235,0 (801,8)	228,4 (779,1)	201,0 (686,0)
Combustible de gas natural usado en el reformador de metano con vapor, kmol/h (lb mol/h)		150,1 (331,0)	133,8 (295,0)	20,4 (45,0)
CO ₂ capturado, kmol/h (lb mol/h)	-	821,4 (1810,9)	889,6 (1961,3)	1035,5 (2282,8)
CO ₂ capturado, kmol/10 ⁶ kJ (lb mol/MM Btu)	-	0,99 (2,3)	1,07 (2,5)	1,42 (3,3)
CO ₂ emitido, kmol/10 ⁶ kJ (lb mol/MMBtu)	1,25 (2,91)	0,77 (1,80)	0,67 (1,57)	0,35 (0,81)
CO ₂ emitido, toneladas/MM Btu	0,064	0,040	0,035	0,018
CO₂ emitido como porcentaje del CO₂ emitido para el caso 1	100%	62%	54%	28%
Vapor				
Vapor producido, kg/h (lbs/h) para la exportación del reformador de metano con vapor a una presión de 4238 kPa (600 psig) y a una temperatura de 385°C (725 °F)	-	31328 (69065)	33322 (73461)	40464 (59206)

Numero de caso	1	2	3	4
Entalpía de vapor, kJ/kg = 3173 Btu/lb = 1364)				
Entalpía de agua, kJ/kg (37,8°C) = 158 (Btu/lb = (100 °F = 68)				
Delta entalpía, kJ/kg = 3014 (Btu/lb = 1296)				
Delta total, 10 ⁶ kJ/h (MM Btu/h) del vapor suministrado		94,44 (89,51)	100,46 (95,21)	80,96 (76,73)
Eficiencia de caldera = 90%				
NG evitado, 10 ⁶ kJ/h (MM Btu/h)		104,93 (99,45)	111,61 (105,78)	89,96 (85,26)
CO ₂ evitado en la producción de vapor, kmol/h (lb mol/h)		131,44 (289,78)	139,81 (308,23)	112,68 (248,42)
CO₂ evitado				
Vapor que evitó CO ₂ , kg/10 ⁶ kJ (lb mol/MMBtu) en un reformador de metano con vapor que exporta el vapor que es generado por el gas natural no quemado o ROG		0,56 (0,36)	0,62 (0,40)	0,56 (0,36)
Combustible que evitó CO ₂ , kg/10 ⁶ kJ (lb mol/MMBtu) que reemplaza el gas de purga de refinería con el gas combustible de hidrógeno (Caso 2) y un gas combustible que contiene hidrógeno (Casos 3 y 4)		0,477 (1,11)	0,576 (1,34)	0,903 (2,10)
CO ₂ total evitado, kg/10 ⁶ kJ (lb mol/MMBtu)		0,632 (1,47)	0,748 (1,74)	1,062 (2,47)
CO ₂ total evitado, toneladas/kJ (toneladas/MM Btu)		0,030 (0,032)	0,036 (0,038)	0,051 (0,054)
% de CO₂ evitado		50,5%	59,6%	84,6%

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento de reducción de emisiones de dióxido de carbono en una refinería, que comprende:

obtener una corriente de gas de purga de refinería (10) corriente arriba de un colector principal de combustible de la refinería y corriente abajo de una unidad de eliminación de azufre;

5 calentar una corriente que contiene hidrocarburos (18) compuesta al menos en parte por la corriente de gas de purga de refinería (10) y que produce una corriente de reacción (36) a partir de la corriente que contiene hidrocarburos por la reacción catalítica de hidrógeno con hidrocarburos y los compuestos de azufre presentes en la corriente que contiene hidrocarburos sin oxígeno de modo que la corriente de reacción contenga hidrocarburos saturados y sulfuro de hidrógeno formado de la hidrogenación de los hidrocarburos y los compuestos de azufre, respectivamente, o de forma alternativa, de la reacción catalítica de oxígeno, vapor e hidrocarburos y el hidrógeno con los compuestos de azufre de modo que la corriente de reacción contenga hidrógeno, hidrocarburos saturados, monóxido de carbono y sulfuro de hidrógeno adicionales;

enfriar la corriente de reacción (36), adsorbiendo el sulfuro de hidrógeno en la corriente de reacción para producir una corriente de reacción tratada (42) y combinar la corriente de reacción tratada con una corriente de vapor (44) para producir una corriente reactante (46);

producir una corriente reformada (90) que comprende hidrógeno, monóxido de carbono, vapor y dióxido de carbono, al menos en parte, sometiendo la corriente reactante (46) a reformado de metano con vapor en un reformador de metano con vapor (48) calentado por un combustible;

llevándose a cabo el reformado de metano con vapor a una presión de 862 kPa a 2068 kPa (125 psia a 300 psia) y no menor de 344 kPa a 1034 kPa (50 psia a 150 psia) por encima de la presión del colector principal de combustible y a una relación de vapor a carbono de 2,0 a 3,5 produciendo, de ese modo, productos de reacción del reformado de metano con vapor que tienen un contenido de metano no mayor de aproximadamente 2,0% mol;

hacer reaccionar el monóxido de carbono y el vapor contenidos en la corriente reformada (90) en al menos un reactor de desplazamiento agua-gas, tal que se produce una corriente de la reacción de desplazamiento (96, 104) con un contenido de hidrógeno y dióxido de carbono mayor que el de la corriente reformada (90);

separar el dióxido de carbono de la corriente de la reacción de desplazamiento (104) para producir una corriente de gas que contiene dióxido de carbono (108) y una corriente de gas que contiene hidrógeno (110);

producir una primera corriente de gas combustible que contiene hidrógeno (116) y una segunda corriente de gas combustible que contiene hidrógeno (118) a partir de la corriente de gas que contiene hidrógeno (110); y

devolver la primera corriente de gas combustible que contiene hidrógeno (116) al colector principal de gas combustible de la refinería y utilizar la segunda corriente de gas combustible que contiene hidrógeno (118) para suministrar al menos parte del combustible al reformador de metano con vapor (48).

2. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que la presión a la que se lleva a cabo el reformado de metano con vapor varía de 517 kPa a 758 kPa (75 psia a 110 psia) por encima de la presión del colector principal de combustible de refinería.

3. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que la corriente de reacción (36) se forma poniendo en contacto el hidrógeno, los hidrocarburos y los compuestos de azufre o, de forma alternativa, el oxígeno, el vapor, los hidrocarburos, el hidrógeno y los compuestos de azufre con un catalizador capaz de promover las reacciones tanto de hidrogenación como de oxidación parcial.

4. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que el monóxido de carbono y vapor contenidos en la corriente reformada (90) reaccionan en un reactor de desplazamiento agua-gas de alta temperatura (94) y en un reactor de desplazamiento agua-gas de baja temperatura (146) en comunicación de fluido con el reactor de desplazamiento agua-gas de alta temperatura (94).

5. El procedimiento de la reivindicación 4, en el que la corriente que contiene hidrocarburos (18) se calienta a través de intercambio de calor indirecto con una corriente de la reacción de desplazamiento parcial descargada (95) del reactor de desplazamiento agua-gas de alta temperatura (94) al reactor de desplazamiento agua-gas de baja temperatura (146).

6. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que:

se descarga una corriente de producto reformada del reformador de metano con vapor (48); y

la corriente de producto reformada se introduce en un reformador secundario (148) con oxígeno y el contenido de metano de la corriente de producto reformada (90') se convierte a más hidrógeno y monóxido de carbono adicionales en el reformador secundario, produciendo de este la corriente reformada.

7. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que:

5 el dióxido de carbono se separa de la corriente de la reacción de desplazamiento (104) por contacto a contracorriente de la corriente de la reacción de desplazamiento con un disolvente a base de amina en una columna de adsorción (122), produciendo de este modo la corriente de gas que contiene hidrógeno (110) y disolvente cargado de dióxido de carbono (128) y separar el dióxido de carbono del disolvente cargado de dióxido de carbono en una columna de destilación (132) para producir la corriente de gas que contiene dióxido de carbono (108) y disolvente regenerado (124) para su uso en la columna de absorción (122); y

la corriente de gas que contiene hidrógeno (110) se seca y después se separa en la primera corriente de gas combustible que contiene hidrógeno (116) y la segunda corriente de gas combustible que contiene hidrógeno (118).

10

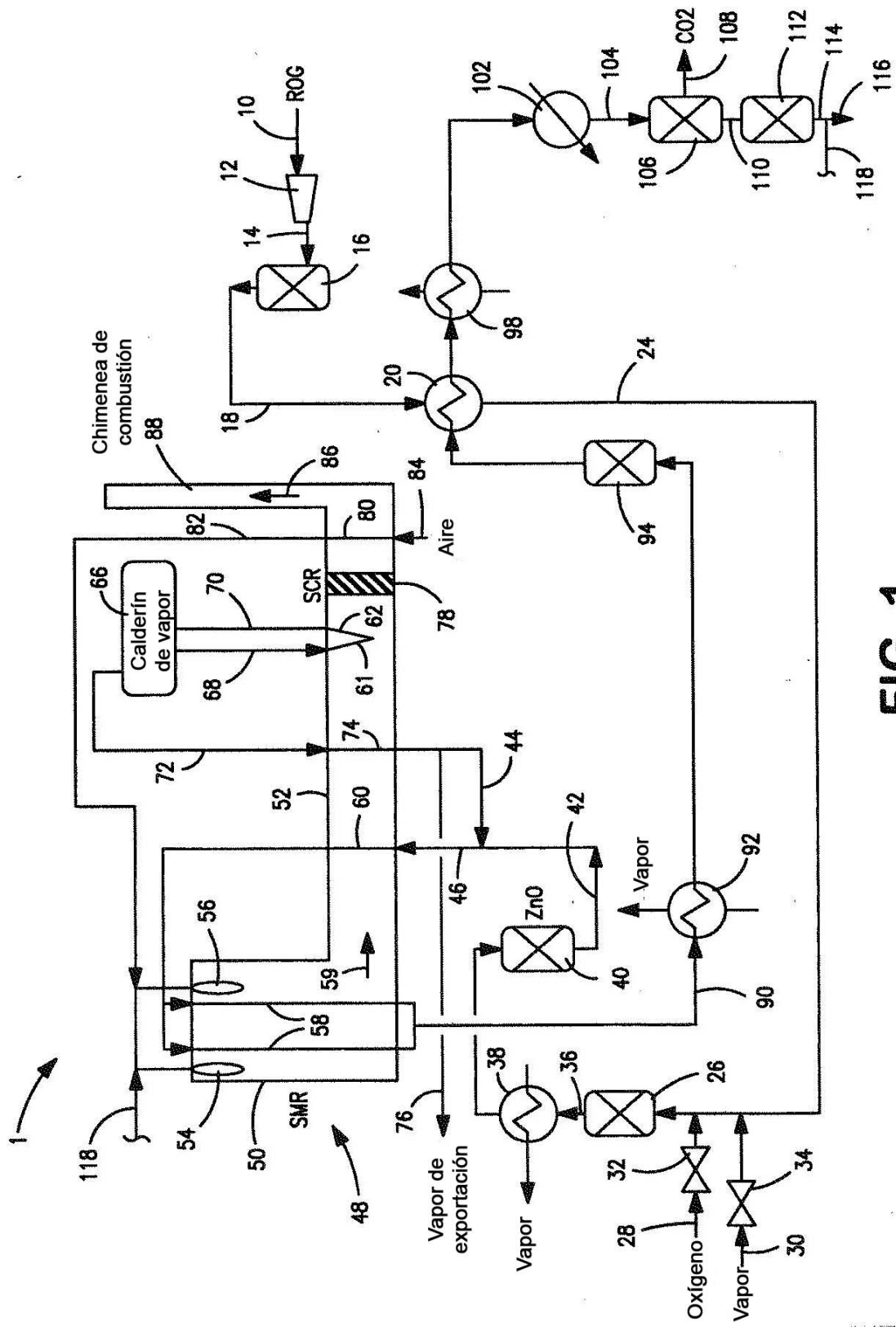


FIG. 1

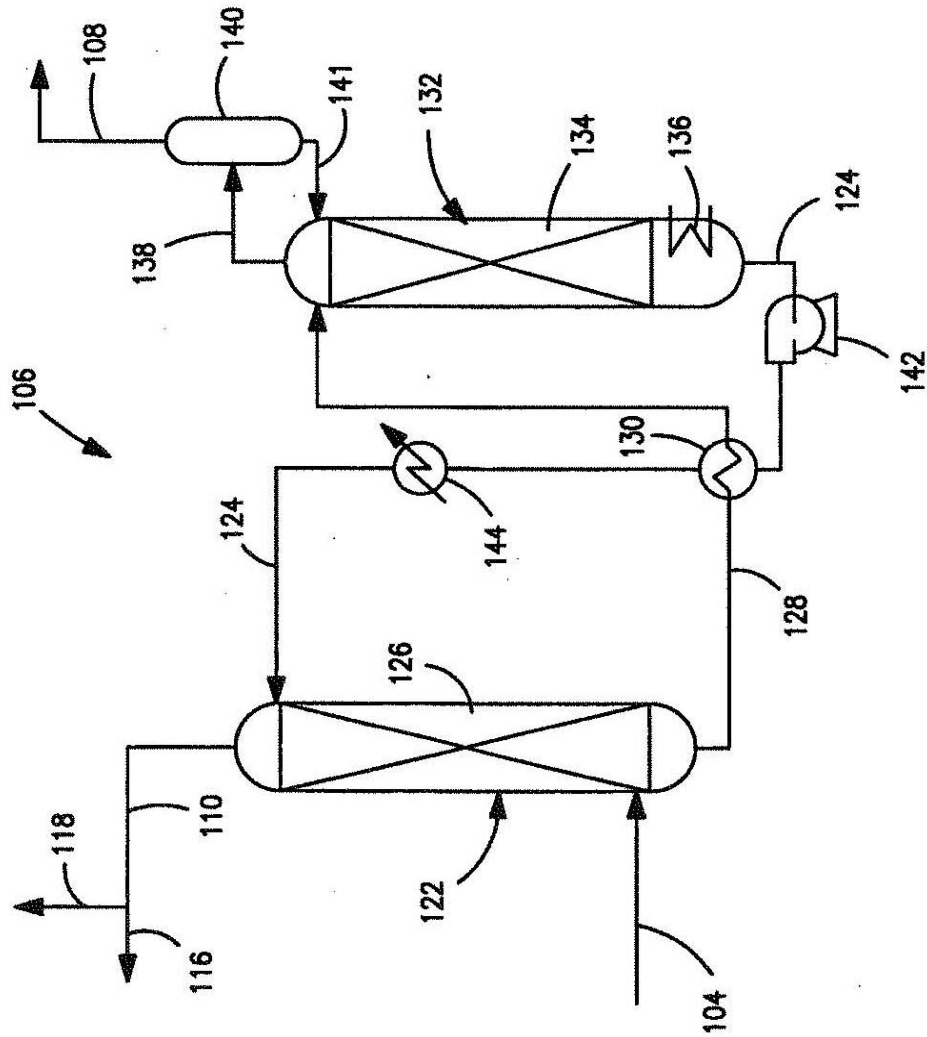
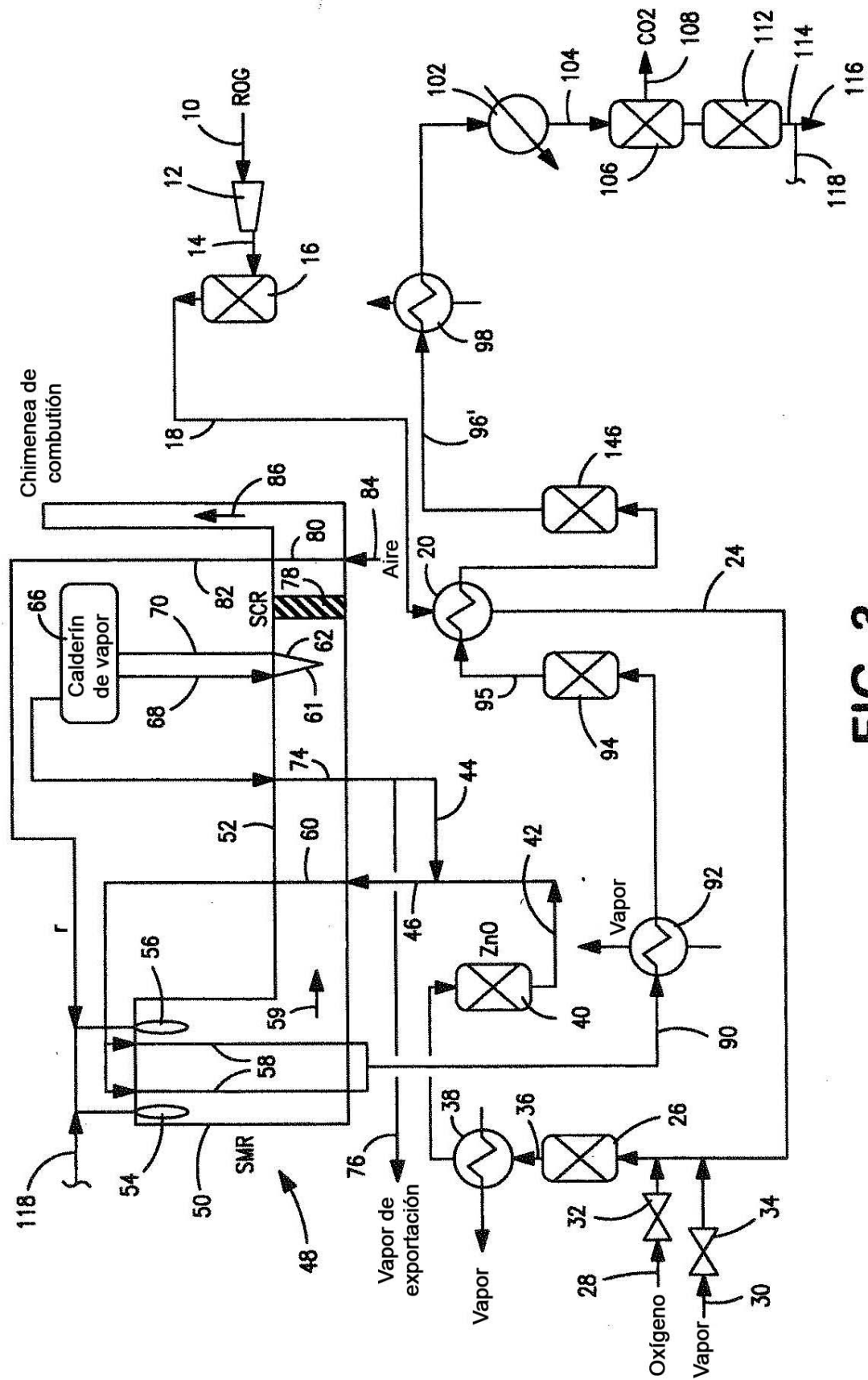


FIG. 2



364

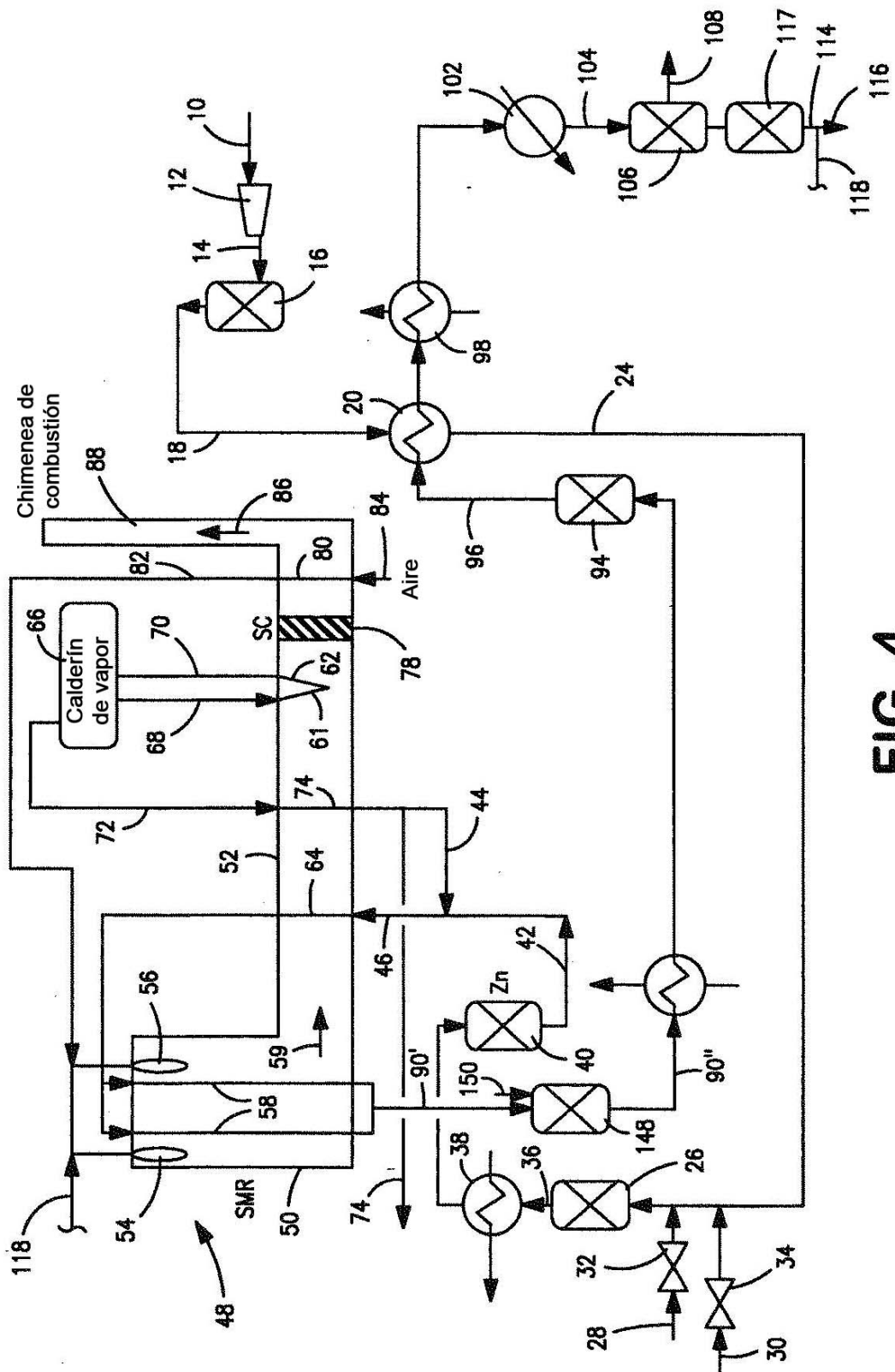


FIG. 4